

2978/72



C 22B

F. C. 27-1-76

420338

420338

PATENTE DE INVENCION

por 20 años

A favor de OUTOKUMPU OY, sociedad mercantil finesa, domiciliada en Outokumpu (Finlandia). - - - - -  
por: "PROCEDIMIENTO E INSTALACION CORRESPONDIENTE PARA LA FUSION RAPIDA DE LOS MINERALES O CONCENTRADOS DE SULFURO".-

MEMORIA DESCRIPTIVA

La presente patente se refiere a un procedimiento e instalación correspondiente para la fusión rápida de minerales o concentrados de sulfuro.

5 En el proceso de reducción-oxidación normalmente utilizado, la pirita se encuentra suspendida en los gases de salida calientes oxigenados del extremo superior de la cuba de reacción de un horno de fusión rápida. En la suspensión tienen lugar la descomposición térmica de la  
10 pirita y una oxidación parcial simultánea del sulfuro

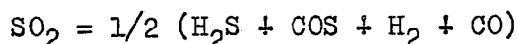


sublimado y de la mata de hierro producida en el proceso de sublimación. Se obtienen los gases de salida calientes oxigenados quemando aceites pesados con un elevado coeficiente de aire.

5 Los productos de las reacciones en la cuba de reacción son un gas que contiene los siguientes compuestos, entre otros: S<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, COS, H<sub>2</sub> y CO y un caldo que consiste de FeS, oxidos de hierro y escoria. El contenido de azufre del gas se produce en forma de azufre elemental,  
10 la masa fundida se granula y calcina para terminar en mineral de hierro y anhídrido sulfuroso gaseoso.

El contenido de azufre de la masa fundida (coeficiente de los oxidos de hierro) depende del contenido de oxígeno de los gases de salida que pasan a la cuba de  
15 reacción, que pueden regularse otra vez ajustando el coeficiente de aire del proceso de combustión de los aceites pesados. Aumentando el coeficiente de aire (disminuyendo la cantidad de combustible) se puede liberar una mayor parte del azufre contenido en el concentrado de  
20 éste mismo y dirigirlo hacia el gas.

Debido a la operación en la cuba de reacción más oxidante, el contenido de anhídrido sulfuroso aumenta y el de los elementos reductores (H<sub>2</sub>S, COS, H<sub>2</sub>, CO) disminuye. La recuperación óptima del azufre exige previa-  
25 mente que la composición del gas produzca la ecuación siguiente:



Por esta razón el exceso de SO<sub>2</sub> ha sido reducido con aceite pesado poco denso en la cuba ascendente del horno de fusión  
30 rápida.



420338

Puede reducirse el contenido de azufre de la mata de hierro producida, aumentando el contenido de oxígeno del gas que ha de pasar a la cuba de reacción. En consecuencia, puede regularse la proporción entre la producción de azufre elemental y la del anhídrido sulfuroso gaseoso por medio de la alimentación de combustible a la cuba de reacción - siendo constante el coeficiente de aire. El porcentaje de combustible empleado en los quemadores de la cuba de reacción no tiene un efecto importante en la capacidad de fusión del sistema (Fig. 2).

El coeficiente de aire de la combustión del aceite pesado afecta también al consumo de combustible del proceso. Cuando la operación se realiza en el punto óptimo con respecto a la producción de azufre, todo el oxígeno enviado a la cuba de reacción del aire de la combustión debe quedar ligado al hierro eliminado junto con la mata de hierro o al carbono e hidrogeno del combustible y al agente reductor. Al aumentar el coeficiente de aire y bajar el contenido de azufre de la mata de hierro, aumenta el contenido de oxígeno de la mata y disminuye el conjunto del petróleo de reducción y aceites pesados exigidos.

En este conocido proceso reducción-oxidación no es posible utilizar eficientemente en el mismo el calor de combustión del concentrado. El calor generado en la calcinación de la mata de hierro se produce en la forma de vapor a gran presión. El porcentaje de aire utilizado en el proceso es elevado porque éste se emplea en las etapas de fusión y calcinación.

Se consigue una mejora decisiva al adoptarse el



llamado proceso de circulación de azufre mediante el cual la mata de hierro obtenida del horno de fusión rápida se calcina en su totalidad o parcialmente en un horno de calcinación, desde el cual todos los gases de calcinación  
5 pasan, sin enfriarse al horno de fusión rápida para la fusión del concentrado recién llegado.

En el proceso se consiguen las ventajas siguientes:

Disminuye el consumo del agente reductor y/o  
10 del combustible. Esto se debe a que la proporción de oxígeno que pasa al horno de fusión rápida es menor puesto que parte del mismo se une al hierro en el horno de calcinación.

La capacidad de fusión del horno de fusión rápida  
15 depende principalmente del contenido de oxígeno libre en el gas empleado y en la temperatura del mismo. Aumentando la temperatura y el contenido de oxígeno se aumenta la capacidad de fusión del horno de fusión rápida.

Es sabido que la capacidad de calcinación de un  
20 horno puede aumentarse enfriando el lecho fluidizado por medio de mecanismos de refrigeración. El enfriamiento del lecho conduce a una reducción del exceso de aire del horno de calcinación y a una reducción del contenido de oxígeno libre en el gas de calcinación. La capacidad de calcinación  
25 de un horno a una temperatura de calcinación constante y con un coeficiente de aire constante puede reducirse aún más y de otra parte aumentarse el contenido de oxígeno en el gas de calcinación mediante calentamiento previo del aire de calcinación.

30 Cuando en el procedimiento presente se emplea el



el gas obtenido del horno de calcinación en el horno de fusión rápida para la fusión de la pirita, la poca proporción de oxígeno libre en el gas tiene un efecto decreciente en la capacidad del horno de fusión rápida. La temperatura elevada del gas nuevamente puede aumentar la capacidad de fusión en comparación con el aire frío. Con el efecto conjunto de estas dos condiciones y utilizando un horno de calcinación sin enfriar, se obtiene en el horno de fusión rápida una capacidad de fusión que es aproximadamente la misma que cuando se emplea aire frío.

Resulta pues evidente de cuanto antecede que en este proceso las capacidades del horno de fusión y del horno de calcinación pueden controlarse por medio de mecanismos de enfriamiento colocados en el lecho fluidizado del horno de calcinación o precalentando el aire de calcinación. Enfriando el lecho se aumenta la capacidad de calcinación del horno y disminuye la capacidad de fusión del horno de fusión rápida. Precalentando el aire de calcinación ocurre lo contrario.

Eligiendo un grado de enfriamiento apropiado del horno de calcinación, se pueden equilibrar las capacidades del horno de calcinación y del horno de fusión rápida de manera que la cantidad de masa fundida obtenida en el horno de fusión rápida corresponda a la capacidad del horno de calcinación. En este caso, todo el azufre contenido en el concentrado se obtiene en la forma de azufre elemental. Disminuyendo el grado de enfriamiento del horno de calcinación o precalentando aún más el aire de calcinación, se deja la proporción deseada de mata de hierro producida en el horno de fusión rápida para ser calcinada en otro horno de



calcinación y obtener anhídrido sulfuroso gaseoso  
(Figs. 3 y 4).

Puede incrementarse la capacidad del horno de  
fusión rápida sin afectar de forma significativa la  
5 capacidad del horno de calcinación enriqueciendo con  
oxígeno el aire o el gas de calcinación. En este caso, se  
precisa de un mayor grado de enfriamiento para el horno de  
calcinación con el fin de que la capacidad del horno de  
calcinación corresponda a la producción de mata de hierro  
10 del horno de fusión rápida. La correspondencia se logra  
con una mayor capacidad de fusión (Fig. 5).

Cuando se emplean concentrados de cobre o níquel  
como aportación en el proceso reducción-oxidación, el  
exceso de oxígeno de la cuba de reacción debe ser suficiente,  
15 porque el desescoriado del hierro en la etapa de fusión  
exige una mayor presión de oxígeno en comparación con el  
proceso de la pirita. Al emplearse concentrado de cobre en  
el proceso de acuerdo con la patente, tiene lugar el  
"tratamiento" de la mata de cobre procedente del horno de  
20 fusión rápida de una forma ya conocida en el convertidor  
del cobre, cuyos gases pasan después como tales o concentra-  
dos con respecto al  $SO_2$  posiblemente mezclados con aire a  
la etapa de fusión del horno de fusión rápida. Con este  
procedimiento, se recupera todo el contenido de azufre del  
25 concentrado de cobre como azufre elemental.

Incluso en el proceso de circulación del azufre  
la energía se emplea desventajosamente porque el gas surge  
caliente del horno de fusión rápida. Especialmente cuando  
el objetivo es producir todo el contenido de azufre de la  
30 pirita como azufre elemental, la capacidad del proceso



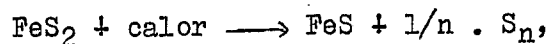
permanece baja (Figs. 3 y 4 puntos de operación sin producción de SO<sub>2</sub>).

Incrementar la capacidad por medio del oxígeno no es el mejor método, debido a los costes de inversión y explotación.

Sería una alternativa económica emplear el contenido calórico de los gases calientes que salen del horno de fusión rápida para aumentar la capacidad. Sin embargo, no resulta ventajoso aportar energía al horno de calcinación mediante el pre-calentamiento del aire de la combustión, porque tiene el efecto descrito anteriormente en la proporción entre el azufre elemental y el SO<sub>2</sub> gaseoso producido del exceso de mata de hierro. Además, el empleo de los gases de escape para pre-calentar el aire es técnicamente difícil a causa del polvo fundido presente en los gases.

En el proceso de circulación del azufre y en el proceso de reducción-oxidación normalmente empleado es posible pre-calentar el concentrado empleado por ejemplo, pirita, pero debido a la baja capacidad térmica de los concentrados, el beneficio obtenido es insignificante y el método no ha tenido una gran aceptación.

Sin embargo, se ha ganado una importante ventaja con el empleo de los gases de escape del horno de fusión rápida para pre-calentar la pirita, porque además del pre-calentamiento, acontecen también reacciones químicas en el material. La pirita se descompone de acuerdo con la fórmula siguiente:

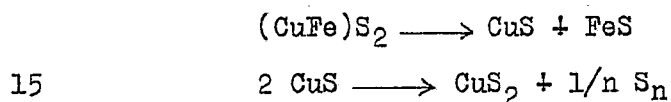


en la cual n = 2, 4, 6 u 8.



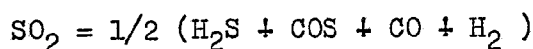
El trabajo endotérmico logrado en la reacción consume una cantidad de energía calórica 2-4 veces la capacidad térmica de la pirita. Puesto que el trabajo endotérmico relacionado con la sublimación de la pirita es un consumidor importante de energía en la cuba de reacción del horno de fusión rápida, el trabajo logrado en el pre-tratamiento de la pirita es una ventaja en el horno de fusión rápida.

Si la materia prima del proceso es concentrado de cobre o níquel, la pirita contenida en el concentrado se descompone en la forma descrita anteriormente. Además, los compuestos de cobre se descomponen en la forma siguiente:



La eliminación del azufre sin oxidación del concentrado es ventajosa para la fusión rápida de los concentrados de cobre. También es posible no reducir los gases hasta después del pre-tratamiento del concentrado descrito anteriormente.

Los gases enfriados en el pre-tratamiento de la pirita pasan después al enfriamiento, purificación, catálisis y recuperación del azufre. Antes de que la pirita pase a la cuba de descomposición, se reducen los gases con un agente reductor en la cuba ascendente del horno de fusión rápida para que el contenido de los elementos del gas produzcan la ecuación siguiente:



Este proceso comprende cuatro etapas sucesivas, opuestas en relación al concentrado y al gas:



1.- La mata de hierro obtenida del horno de fusión rápida se calcina en el horno de calcinación para tener óxido de hierro, y en cuyo momento parte del oxígeno del aire se une al hierro. El horno de calcinación se controla por el pre-calentamiento del aire de combustión o por el enfriamiento del lecho fluidizado de modo que el contenido de oxígeno del gas de calcinación sea suficiente para mantener la capacidad del horno de fusión rápida. El porcentaje de mata de hierro que se calcina en el horno de calcinación conectado al horno de fusión rápida se determina simultáneamente.

2.- En la segunda etapa, el gas de calcinación caliente que surge del horno de calcinación y la pirita pre-tratada que surge de la cuba de descomposición de la misma pasan al horno de fusión rápida.

En esta etapa, parte del oxígeno del gas de calcinación se une al hierro y se elimina junto con la mata de hierro, disminuyendo por tanto el consumo de combustible y del agente reductor en el proceso, mientras parte del oxígeno se une al azufre de la alimentación de la cuba de reacción, formando por lo tanto anhídrido sulfuroso. El azufre de la cuba de reacción se divide entre mata de hierro y gas, estando el azufre del gas parcialmente en la forma de anhídrido sulfuroso y parcialmente en la forma de azufre elemental.

La temperatura del horno de fusión rápida es de unos 1200°C. Por esta razón, la mata de hierro surge del horno en estado fundido. La mata de hierro fundida puede ser granulada para que el tamaño del gránulo sea aplicable a la calcinación de lecho fluidizado y el producto de la



calcinación sea aplicable como mineral de hierro.

3.- Para una mejor producción de azufre, la composición del gas debe constituir la ecuación  $SO_2 = 1/2 (H_2S + COS + H_2 + CO)$ . Para lograrlo, debe reducirse el gas con algún agente reductor antes de la catálisis. El mejor sitio para realizar la reducción es la cuba ascendente del horno de fusión rápida, en donde la temperatura es de unos 1200°C.

4.- El calor contenido en los gases calientes del horno de fusión rápida puede utilizarse tratando la aportación con ellos el horno de la pirita. Parte del contenido calórico de los gases se une a la pirita como su contenido calórico. Sin embargo, una parte bastante mayor del calor se emplea para la descomposición endotérmica de la pirita. Todo este trabajo endotérmico es una ventaja porque ya no necesita producirse en la cuba de reacción del horno de fusión rápida cuando la pirita pasa al mismo.

Se logra una capacidad bastante mayor con el proceso de esta patente que con el proceso de circulación de azufre y disminuye el porcentaje de calor perdido producido como vapor. El tamaño de la caldera también se reduce considerablemente. La capacidad puede mantenerse aproximadamente la misma como en el proceso reducción-oxidación, incluso cuando trabaja el horno de calcinación unido al horno de fusión rápida con lo que todo el contenido de azufre del concentrado se produce como azufre elemental (Fig. 6). Los consumos de combustible y de agente reductor en este proceso son inferiores que en los otros procesos descritos anteriormente. Esto se debe a las ventajas de la economía calórica del proceso. Una gran parte y en casos extremos, todo el hierro conducido con el concentrado se



emplea como combustible en el proceso. Esto disminuye el porcentaje de agente reductor a utilizar para la unión del oxígeno.

También es posible unir la cuba de sublimación  
5 descrita anteriormente al proceso de reducción-oxidación y eliminar el horno de calcinación contenido en el proceso de circulación del azufre. En este caso la capacidad del proceso se incrementa notablemente.

La invención se describe a continuación con más  
10 detalle acudiendo a los dibujos adjuntos en los cuales la figura 1 representa una vista lateral esquemática de una realización preferida de la invención y las figs. 2-6 representan, entre otras cosas, el concentrado, el azufre, el combustible y el agente reductor como funciones del  
15 enfriamiento del lecho fluidizado y del pre-calentamiento del aire de calcinación.

El horno de fusión rápida representado en el fig. 1 comprende principalmente tres partes, es decir, una cuba de reacción vertical -1- y una cuba ascendente -3-,  
20 cuyos extremos inferiores han sido conectados a los dos extremos de un horno horizontal inferior -2-. El combustible y el concentrado pasan por medio de los tubos -4- y -5'- a la parte superior de la cuba de reacción -1-, y el agente reductor pasa por medio del tubo -14- a las partes  
25 superior e inferior de la cuba ascendente -3-. La mata de hierro fundida se recupera del horno inferior -2-, por medio del tubo -7- pasa a un aparato o mecanismo granulador -8-. Parte de la mata de hierro granulada pasa por el conducto de alimentación -9- a la producción de SO<sub>2</sub> y parte  
30 de la misma por el conducto de alimentación -10- al horno



de lecho fluidizado -12- que trabaja como horno de calcinación y en donde la capacidad se controla por medio de un mecanismo de enfriamiento (no ilustrado). La temperatura es de unos 1000°C. El aire pasa también  
5 al horno de lecho fluidizado por medio del tubo de alimentación -11- y los gases de calcinación calientes pasan a la parte superior del horno de lecho fluidizado a través de un ciclón -13- y tubo de conexión -6- a la parte superior de la cuba de reacción -1- del horno de fusión  
10 rápida.

Los gases que surgen de la parte superior de la cuba ascendente -3-, a la temperatura de unos 1200°C, pasan a una cuba de tratamiento previo -16- unida a la cuba ascendente -3- o a un reactor tipo ciclón, a los cuales  
15 pasa el concentrado procedente de arriba por medio del tubo de alimentación -5-. Los gases enfriados se eliminan de la cuba de tratamiento previo a unos 500-700°C y finalmente pasan (E) a un enfriamiento, purificación y catalisis con la recuperación de azufre adicional. El polvo que surge  
20 de la purificación del gas se dirige por el tubo -15- al tubo de escape -5- del concentrado de tratamiento previo y pasa por medio del tubo -5'- junto con el concentrado de tratamiento previo a la parte superior de la cuba de reacción -1- como concentrado de azufre con una temperatura  
25 de unos 500-800°C.

El contenido de oxígeno del gas de calcinación que pasa a la parte superior de la cuba de reacción -1- tiene preferiblemente un 5-8% y su contenido de SO<sub>2</sub> es de un 1-10%.

30 La investigación relativa al proceso fué realizada



por medio de cálculos matemáticos y por medio de operaciones experimentales a escala piloto. La base de las investigaciones fué el patrón matemático fundado básicamente en la química física. Las partes del patrón que ilustran las

5 diversas etapas del proceso fueron ajustadas a los resultados de las operaciones experimentales que fueron obtenidas parte a escala piloto y parte a escala industrial completa. Los resultados obtenidos con el patrón concuerdan con los resultados de los experimentos. Pueden simularse varios

10 puntos operativos del proceso con el patrón matemático del mismo. Los ejemplos fueron calculados suponiendo que:

- el contenido de azufre del concentrado de pirita de azufre es del 49.6% y su contenido de hierro el 46.3%.
- la carga de gas más alta posible después de que el horno de fusión rápida se halle a 100.000 Nm<sup>3</sup>/h.
- 15 - las pérdidas calóricas del horno de calcinación y el sistema de tubo de gas se hallen a 1000 Mcal/h.
- las pérdidas calóricas de la cuba de reacción del horno de fusión rápida son 8000 Mcal/h.
- 20 - las pérdidas calóricas de la cuba de reducción son 400 Mcal/h.
- las pérdidas calóricas de la cuba de sublimación son 500 Mcal/h.
- la humedad del aire es de 4 g/Nm<sup>3</sup>.

25 Ejemplo 1

El contenido total de azufre de la pirita se produce como azufre elemental.

En este caso, el lecho fluidizado del horno de calcinación se enfría para que la capacidad del horno de

30 calcinación corresponda al porcentaje de producción de



hierro del horno de fusión rápida. Entonces el punto operativo del proceso es como sigue:

	- temperatura del aire de calcinación	25°C
	- enfriamiento del lecho fluidizado	9500 Mcal/h
5	- caudal del aire de calcinación	110.000 Nm <sup>3</sup> /h
	- caudal del gas de calcinación	102.000 Nm <sup>3</sup> /h
	- SO <sub>2</sub> en el gas de calcinación	8%
	- O <sub>2</sub> en el gas de calcinación	7.5%
	- concentrado en la cuba de sublimación	67.5 t/h
10	- material sólido de la cuba de sublimación	51.0 t/h
	S	33.1%
	Fe	61.4%
	- capacidad del horno de fusión rápida	51.0 t/h
	- mata de hierro producida	45.0 t/h
15	- capacidad del horno de calcinación	45.0 t/h
	- producción de azufre elemental	30.5 t/h - -pérdidas
	- producción de azufre SO <sub>2</sub>	0
	- temperatura después de la cuba de reacción	1250°C
	- temperatura después de la cuba de reducción	1200°C
20	- temperatura después de la cuba de sublimación	615°C
	- temperatura del horno de calcinación	1000°C
	- temperatura del gas de calcinación	980°C.

Ejemplo 2

El calcinado se lleva a cabo con el aire a unos 25 50°C sin enfriar el lecho fluidizado del horno de calcinación.

	- temperatura del aire de calcinación	50°C
	- enfriamiento del lecho fluidizado	0 Mcal/h
	- caudal del aire de calcinación	105.000 Nm <sup>3</sup> /h
30	- caudal del gas de calcinación	101.000 Nm <sup>3</sup> /h



	- SO <sub>2</sub> en el gas de calcinación	6.1%
	- O <sub>2</sub> en el gas de calcinación	10.7%
	- concentrado en la cuba de sublimación	90.9 t/h
	- material sólido de la cuba de sublimación	74.7 t/h
5	S	38.8%
	Fe	56.3%
	- capacidad del horno de fusión rápida	74.7 t/h
	- mata de hierro producida	60.5 t/h
	- capacidad del horno de calcinación	31.8 t/h
10	- producción de azufre elemental	34.3 t/h - -pérdidas
	- producción de azufre SO <sub>2</sub>	8.0 t/h
	- temperatura después de la cuba de reacción	1250°C
	- temperatura después de la cuba de reducción	1200°C
	- temperatura después del reactor de sublimación	580°C
15	- temperatura del horno de calcinación	1000°C
	- temperatura del gas de calcinación	980°C.

### Ejemplo 3

El calcinado se lleva a cabo con aire a 500°C sin enfriar el lecho fluidizado.

20	- temperatura del aire de calcinación	500°C
	- enfriamiento del lecho fluidizado	0 Mcal/h
	- caudal del aire de calcinación	100.000 Nm <sup>3</sup> /h
	- caudal del gas de calcinación	98.000 Nm <sup>3</sup> /h
	- SO <sub>2</sub> en el gas de calcinación	3.3%
25	- O <sub>2</sub> en el gas de calcinación	15.2%
	- concentrado en la cuba de sublimación	117 t/h
	- material sólido de la cuba de sublimación	103 t/h
	S	42.7%
	Fe	52.7%
30	- capacidad del horno de fusión rápida	117 t/h



- mata de hierro producida	74.8 t/h
- capacidad del horno de calcinación	16.6 t/h
- producción del azufre elemental	37.0 t/h
- producción del azufre SO <sub>2</sub>	16.4 t/h
5 - temperatura después de la cuba de reacción	1250°C
- temperatura después de la cuba de reducción	1200°C
- temperatura después del reactor de sublimación	580°C
- temperatura del horno de calcinación	1000°C
- temperatura del gas de calcinación	980°C.

En la figura 2, a: concentrado, azufre y azufre  
10 SO<sub>2</sub>, t/h; b: combustible y agente reductor, t/h; c: proceso  
reducción-oxidación utilizando aire con una temperatura de  
350°; d: alimentación de concentrado; e: combustible y  
agentes reductores; f: gasolina; g: producción de azufre  
elemental; h: producción de azufre SO<sub>2</sub>; i: cuba de reacción  
15 del aceite pesado a 100.000 Nm<sup>3</sup>/h gases de combustión del  
horno.

En la figura 3, a: concentrado, azufre y azufre  
SO<sub>2</sub>, t/h; b: combustible y agente reductor, t/h; c: proceso  
circulación azufre, aceite de la cuba de reacción = 0; d:  
20 pre-calentamiento del aire de calcinación, Mcal/h y °C.

En la figura 4, a: concentrado, azufre, y azufre  
en anhídrido sulfuroso, t/h; b: combustible y agente  
reductor, t/h; c: proceso circulación azufre, aceite cuba  
de reacción = 4 t/h; d: alimentación concentrado; e:  
25 combustible y agente reductor; f: producción de azufre  
elemental; g: producción de azufre SO<sub>2</sub>; h: pre-calentamiento  
del aire de calcinación, Mcal/h y °C.

En la figura 5, a: oxígeno, Nm<sup>3</sup>/h; b: concentrado  
y azufre, t/h; c: combustible y agente reductor, t/h; d:  
30 proceso circulación azufre cuando se emplea oxígeno en la



producción de  $SO_2 = 0$ ; e: combustible total y agente reductor = petróleo de reducción; f: alimentación del concentrado; g: azufre elemental; h: oxígeno en el aire de calcinación; i: enfriamiento del lecho fluidizado en el

5 horno de calcinación, Mcal/h.

En la figura 6, a: concentrado, azufre y azufre  $SO_2$ , t/h; b: combustible y agente reductor, t/h; c: proceso calcinación-oxidación-reducción-sublimación; d: alimentación concentrado; e: combustible total y agente reductor; f:

10 producción de azufre elemental; g: producción de azufre  $SO_2$ ; h: enfriamiento del lecho fluidizado, Mcal; i: pre-calenta miento del aire de calcinación, Mcal.

La invención, dentro de su esencialidad, podrá ser llevada a la práctica en otras formas de realización que difieran sólo en detalle de la indicada únicamente a

15 título de ejemplo, a las cuales alcanzará igualmente la protección que se recaba. Podrá, pues, realizarse este procedimiento e instalación con los medios, componentes y accesorios más adecuados, por quedar todo ello comprendido

20 en el espíritu de las siguientes reivindicaciones.

A todos los efectos pertinentes se hace constar con la presente solicitud de patente de invención que se invoca la prioridad de 26 de Octubre de 1972 correspondiente a la patente finesa 2978/72.

25

N O T A

Se reivindica como objeto de la presente patente de invención, haciendo constar a los efectos pertinentes que se invoca el Artículo 57 del Estatuto:

1.- Procedimiento e instalación correspondiente

*Be*



para la fusión rápida de los minerales o concentrados de sulfuro, caracterizado porque los gases que surgen de la zona ascendente del horno de fusión rápida pasan conjuntamente con el concentrado o mineral de sulfuro a una zona de tratamiento previo, de la cual se eliminan los gases enfriados para la recuperación del azufre y el concentrado o mineral de sulfuro tratado previamente, pasa al extremo superior de la zona de reacción del horno de fusión rápida.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque los gases que surgen de la zona ascendente a unos 1000-1400°C, se enfrían en la zona de tratamiento previo a unos 450-900°C.

3.- Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, caracterizado porque el concentrado o mineral de sulfuro se calienta en la zona de tratamiento previo a unos 500-800°C con el fin de sublimar y calentar previamente el concentrado o mineral de sulfuro.

4.- Procedimiento según la reivindicación 1, 2 ó 3, caracterizado porque el concentrado o mineral de sulfuro pre-calentado y sublimado pasa a la zona de reacción conjuntamente con el polvo separado de los gases enfriados.

5.- Instalación para llevar a cabo el procedimiento, según la reivindicación 1, caracterizada por comprender una cuba de tratamiento previo montada después de la cuba ascendente del horno de fusión rápida, un reactor tipo ciclón o similar, un tubo de alimentación para pasar el concentrado o mineral de sulfuro a la parte superior de la cuba de tratamiento previo para obtener un intercambio térmico directo entre el concentrado o mineral de sulfuro y los gases calientes y un tubo de conexión para eliminar el concentrado o mineral de sulfuro pre-calentado



y sublimado desde la parte inferior de la cuba de tratamiento previo y para pasarlo a la parte superior de la cuba de reacción del horno de fusión rápida.

6.- PROCEDIMIENTO E INSTALACION CORRESPONDIENTE  
5 PARA LA FUSION RAPIDA DE LOS MINERALES O CONCENTRADOS DE SULFURO.

Consta la presente memoria descriptiva de diecinueve hojas mecanografiadas, foliadas, numeradas y escritas por una sola cara, acompañada de seis láminas de dibujos.

Barcelona, para Madrid, a 25 de Octubre de 1973

OUTOKUMPU OY

P. A.,



420338

420338

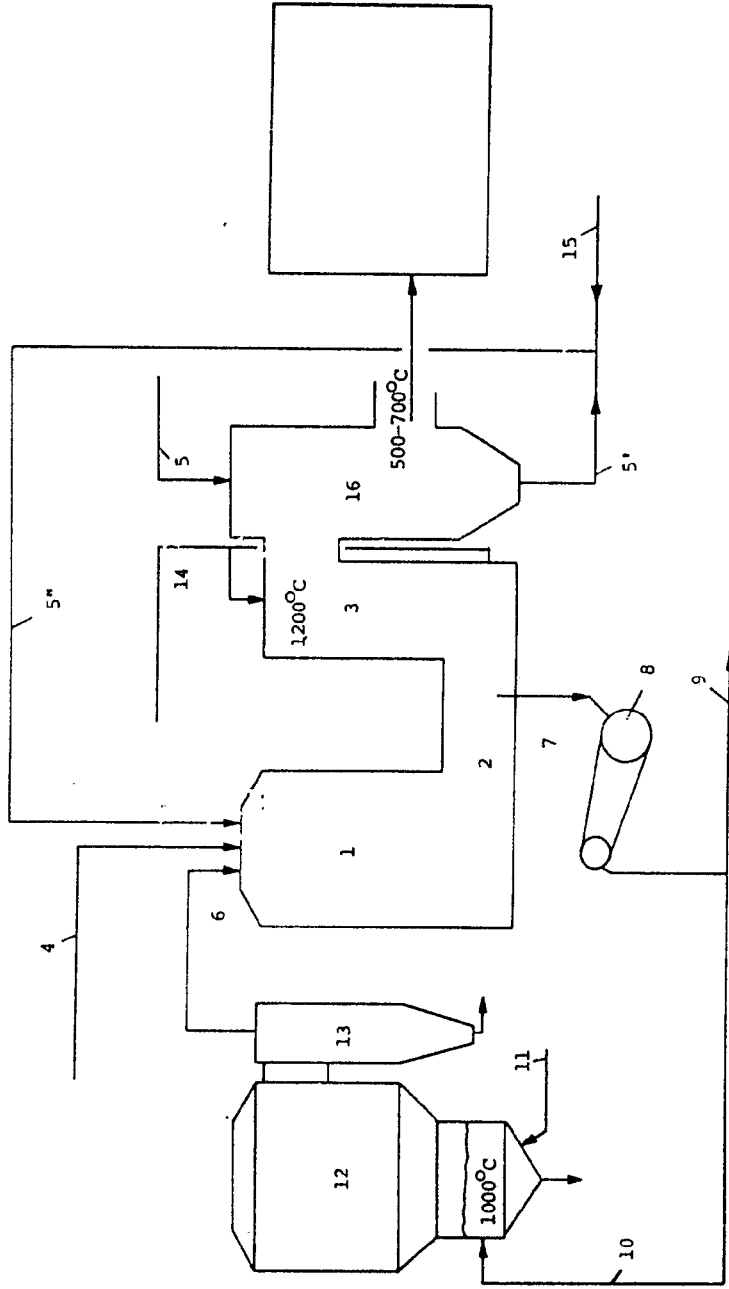
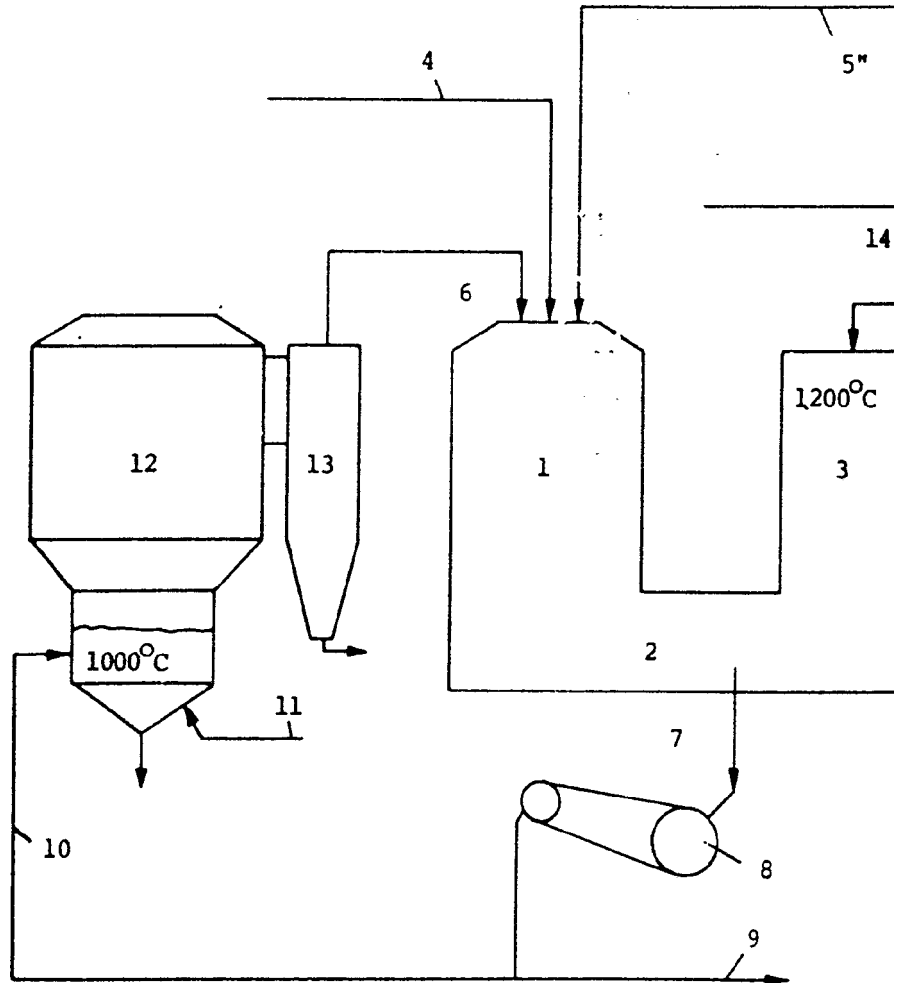


FIG. 1

Barcelona para Madrid, 25 Octubre 1953

W. A. O. S. M. A. E. I.  
*[Handwritten signature]*

420338





420338

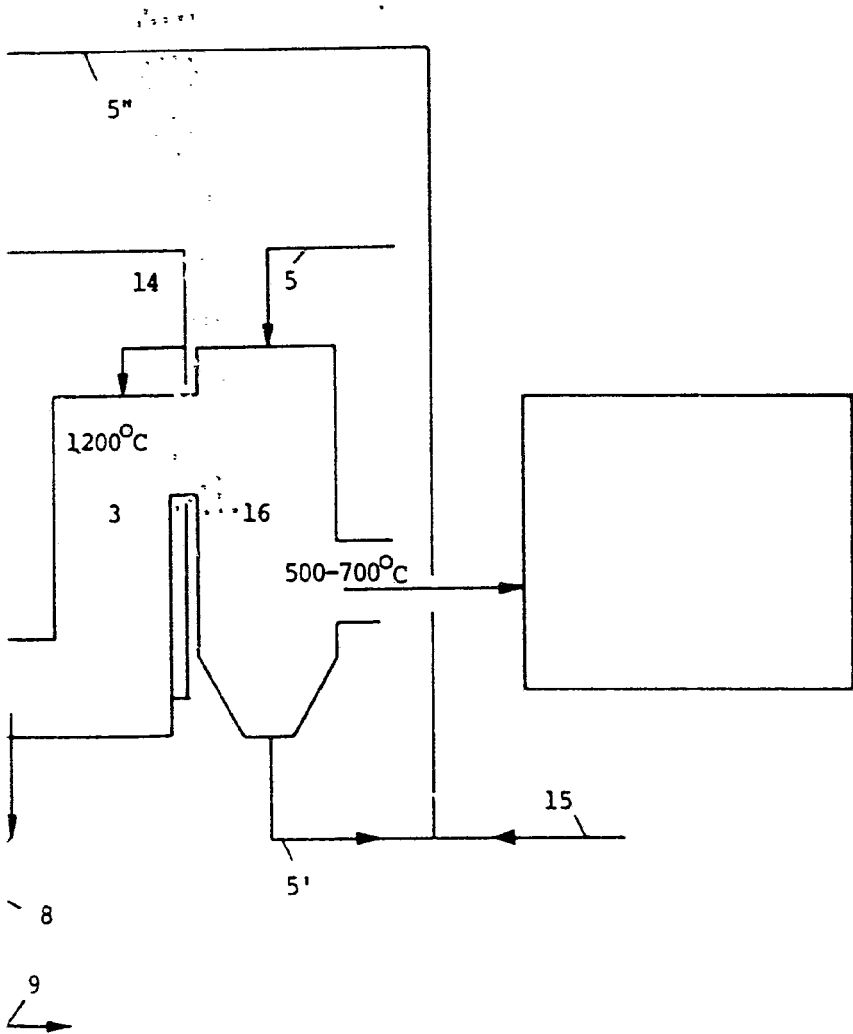


FIG. 1

Barcelona para Madrid, 25 Octubre 1973

MICHAEL DE RAFAEL  
P. C. *[Signature]*

420338

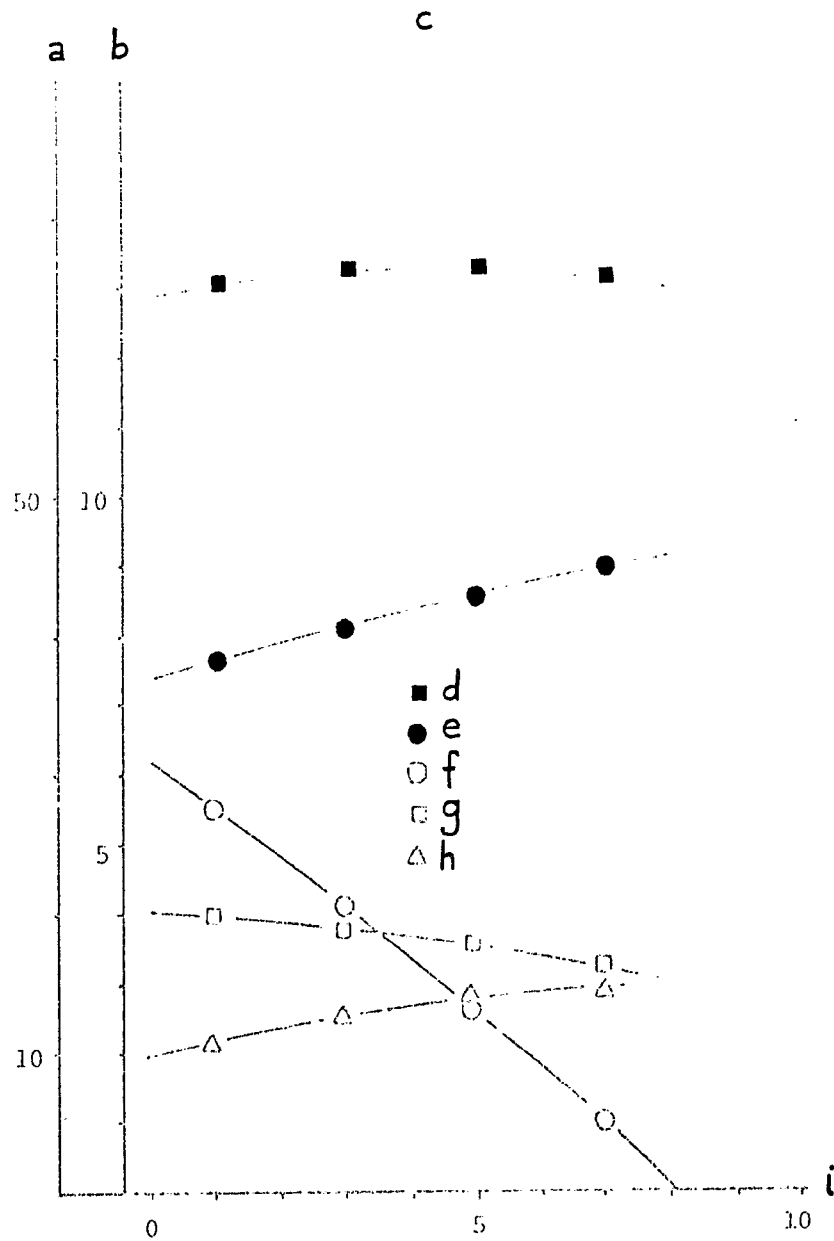


FIG. 2

Barcelona para Madrid, 25 Octubre 1973

MANUEL DE RAFAEL  
P. P.

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Manuel de Rafael', written over the typed name and initials.

420338

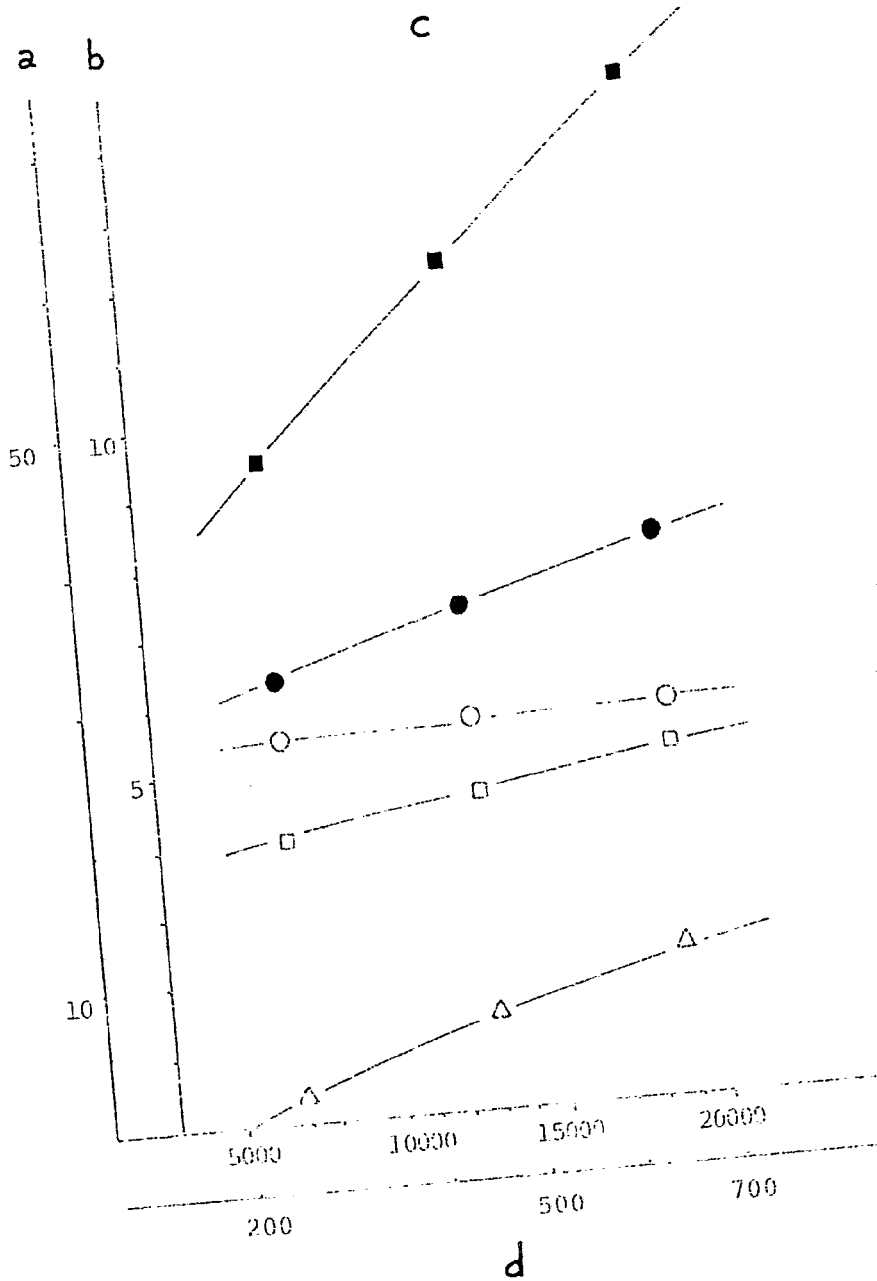


FIG. 3

Barcelona para Madrid, 25 Octubre 1973

MANUEL DE RAFAEL

P. P.

420338

25

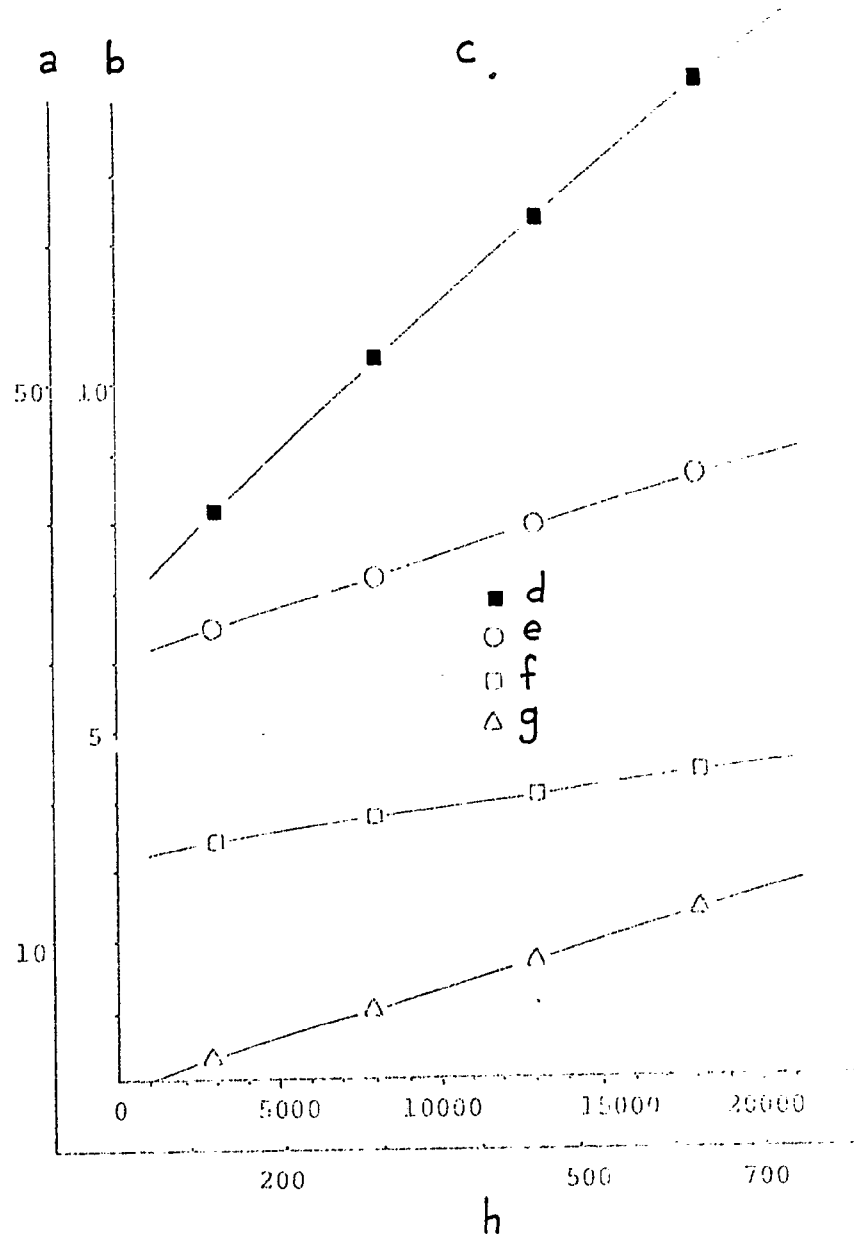


FIG. 4

Barcelona para Madrid, 25 Octubre 1973

MANUEL DE RAFAEL

P. P.

420338

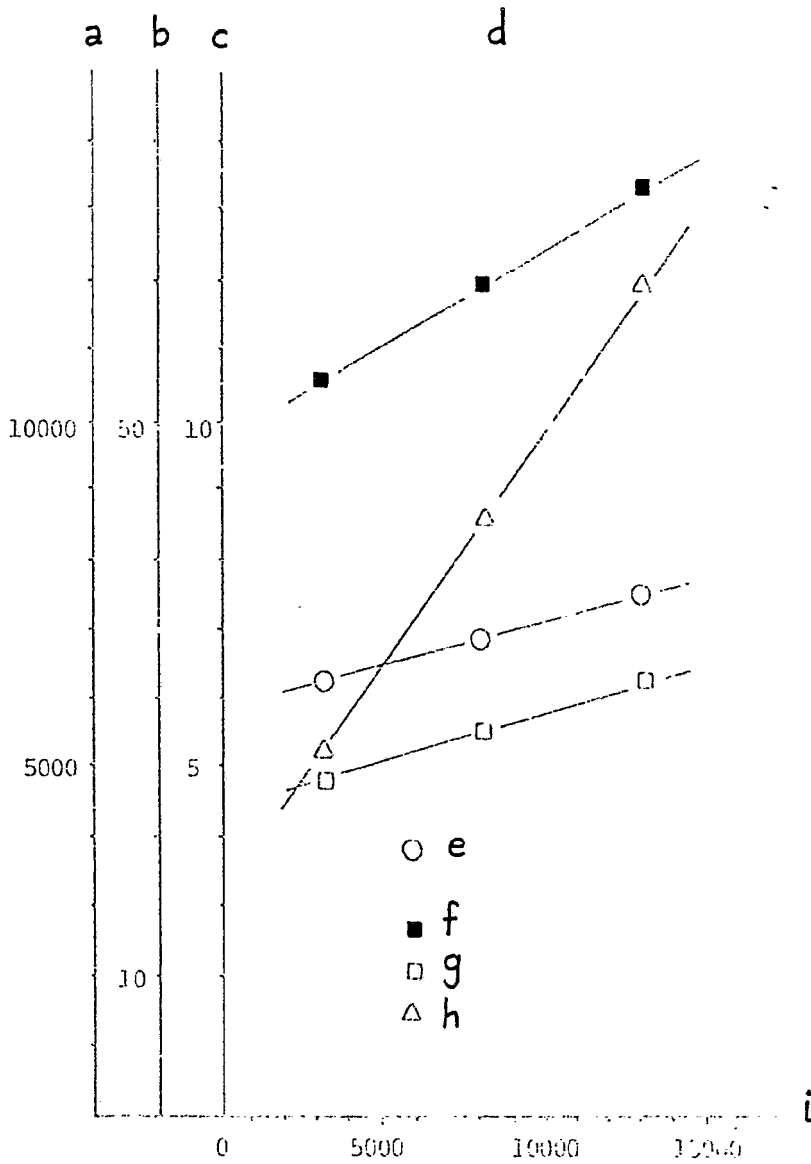


FIG. 5

Barcelona para Madrid, 25 Octubre 1973  
MANUEL DE RAFAEL  
P.P. *[Signature]*

c 420338



- d
- e
- f
- △ g

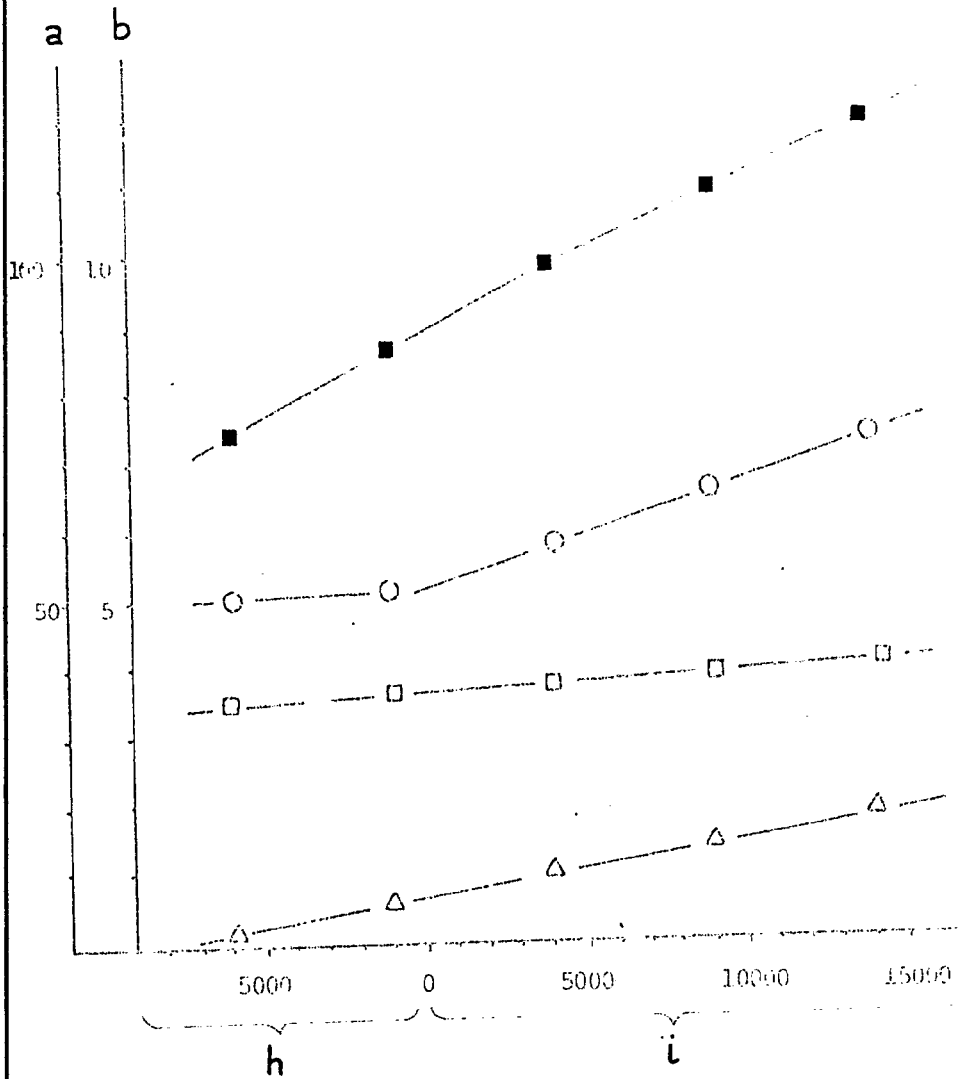


FIG. 6

Barcelona para Madrid, 25 Octubre 1973

MANUEL J. RAFAEL  
P. P.